

슬러지 저감을 위한 혐기성 소화조 개선에 관한 연구

A Study of the Improvement in an Anaerobic Digester for Sludge Reduction

김홍석 · 이태진[†]

Hong-Seok Kim · Tae-Jin Lee[†]

서울과학기술대학교 에너지환경대학원 에너지환경공학과

Department of Energy and Environmental engineering, Seoul National University of Science and Technology

(2011년 7월 19일 접수, 2011년 7월 26일 채택)

Abstract : The largest problem of domestic anaerobic digestion is low digestion efficiency. Reasons of the problem would be low organic matters input, low mixing efficiency in digestion tank, refractory excess sludge etc.. In this study, screw attached disk-type concentration system and a mechanical mixing system, solubilization facility improvements were performed to solve problems. Through these improvements, the sludge conc. of the concentrator increased 2.6-fold and the volume reduction efficiency was increased 3.0-fold. In addition, the dead-space is reduced by mechanical agitation. Anaerobic digester gas production in the digestion tank is increased from 193.8 m³ to 386.0 m³ per day. Digestion efficiency is improved to 54.6% from 47.6%. Digestion gas production is increased from 0.30 Nm³/kg VS to 0.42 Nm³/kg VS.

Key Words : Anaerobic Digestion, Biogas, Mixer, Solubilization, Concentrator

요약 : 국내에서 운영중인 혐기성 소화조의 가장 큰 문제점은 낮은 소화효율이며, 이에 대한 원인은 낮은 유기물 투입농도, 소화조내의 낮은 교반 효율, 잉여슬러지의 난분해성 등이다. 본 연구에서는 혐기성 소화설비의 효율성을 높이기 위하여 기존의 혐기성 소화 시스템에 농축 및 교반, 오존 가용화 설비를 설치하고, 기존의 2단 소화조에서 단단소화조로 개선함으로써 소화효율 및 바이오가스의 발생량을 증대 시키고자 하였다. 이러한 개선을 통하여 농축시스템의 슬러지 농도는 2.6배 향상되었음을 확인하였으며, 농축효율은 3.0배 증가한 것으로 나타났다. 또한, 기계식 교반으로 사공간이 줄어들었음을 확인하였으며, 혐기성 소화조 내 소화가스 발생량도 평균 193.8 m³/일에서 평균 386.0 m³/일로 향상된 것을 확인하였다. 소화효율은 평균 47.6%에서 54.6%로 향상되어진 것으로 나타났으며, VS제거당 소화가스 발생량은 평균 0.30 Nm³/kg VS removal에서 0.42 Nm³/kg VS removal로 증대되어진 것으로 나타났다.

주제어 : 혐기성소화조, 바이오가스, 기계식교반, 단단소화조, 소화효율

1. 서론

현재 우리나라의 일반적인 중대 하수처리장에는 탈수 케익 처분량을 40~50% 감량할 수 있는 혐기성 소화시설이 설치되어 있으나, 적절한 관리나 기술개발이 이루어지지 않아 소화조의 효율이 매우 저조한 실정이다.^{1,2)}

이러한 하수 슬러지의 안전, 안정, 부피감소, 처분의 확실성을 목표로 유기물을 소화하여 무기화함으로써 처리하는 공정이 혐기성 소화이며, 현재 국내에 건설된 혐기성 소화조는 전국 268개 하수처리장 중 64개소이다. 그러나, 국내의 소화조는 선진국 혐기성 소화조에 비하여 소화효율이 낮으며, 그 원인은 낮은 유기물 농도의 투입, 소화조내의 낮은 교반 효율, 잉여슬러지의 고분자성 유기물의 난분해 등이다.³⁻⁵⁾

이 연구에서는 이러한 문제점을 해결하기 위하여 첫번째로 농축장치에 기계식 농축을 이용하여 일 발생슬러지의 충분한 처리, 혐기성소화조의 높은 기질농도 투입, 기존 혐기성 소화조 내에 부족한 탄소원 충족을 이루고자 하였다. 두번째로, 높은 슬러지 농도 투입 시 기존의 혐기성 소화조에 설치된 가스식 교반장치로는 충분한 혼합이 어려우므로,

혐기성 소화조 내에 기계식 교반기를 설치하여 4~5%의 농축 슬러지 교반 가능성을 확인하였다. 세 번째로, 난분해성 유기물 문제를 해결하기 위하여 오존을 이용한 가용화설비를 이용함으로써, 잉여슬러지 중의 고분자 유기물을 분해하여 혐기성 소화가 쉽게 이루어지도록 하였다.

즉, 본 연구는 충북에 위치하고 있는 혐기성 소화시설의 소화 효율성을 높이기 위하여 기존의 하수분뇨처리장에 설치된 혐기성 소화 시스템에 농축 및 교반, 가용화 설비를 설치하고, 기존의 2단 소화조를 단단소화조로 개선함으로써 소화효율 및 바이오가스의 발생량을 증대시킬 수 있는 방안을 마련하여 실제 혐기성 소화 설비를 운전하는 현장에 참고자료로 활용할 수 있도록 하고자 하였다.

2. 연구방법

2.1. 연구대상시설

본 연구의 대상시설은 충북 옥천하수처리장을 이용하였으며, 이에 대한 공정을 Fig. 1에서 나타내었다. 이 시설은 Truss Supprot 구조를 한 고출단단 혐기성 소화조, 기계식 교

[†] Corresponding author E-mail: leetj@snut.ac.kr Tel: 02-970-6614 Fax: 02-971-5776

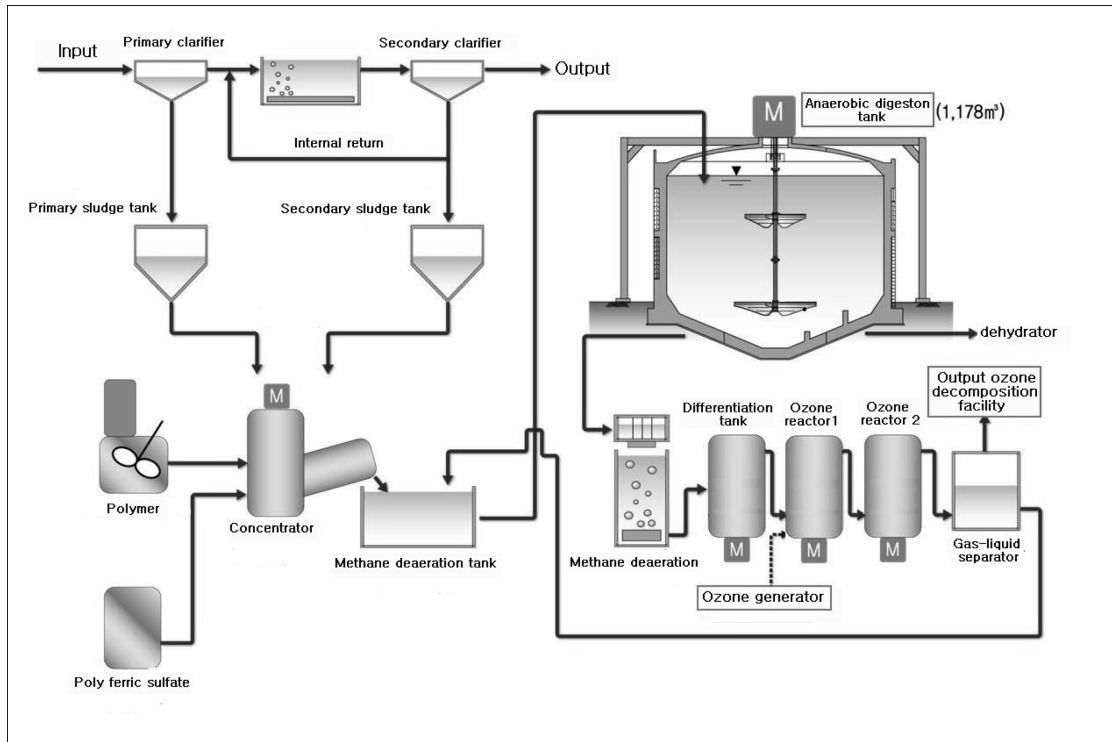


Fig. 1. Schematic diagram for the anaerobic single-single digester process.

반기술과 스크류부착형 디스크형 슬러지 농축기, 오존가용 화설비로 구성이 되어 있다.

연구대상공정의 디스크형 농축조에서는 슬러지를 농축함으로써 후단의 혐기성 소화조 가운 시 필요한 열량을 최소화하고, 처리되는 슬러지의 부피를 줄일 수 있도록 하였으며, 폴리황산제이철과 고분자응집제를 주입하여 응집과 동시에 고액분리를 하도록 하였다. 또한, 고액 분리되어 농축되어진 슬러지를 스크류 농축부분에서 다시 한 번 농축함으로써 고형물부하의 증대 및 부피를 감소시켰다. 이러한 방식으로 농축된 슬러지는 혐기성 고율 단단 소화조로 투입되도록 하였으며, 혐기성 고율 단단 소화조에서 기계식 교반에 의해 혐기성 미생물과의 접촉횟수를 증가시켜 슬러지의 부피를 감소시키고, 안정화시키며, 가스를 발생시키는 효과를 나타내도록 하였다.

또한, 혐기성 고율 단단 소화시 미분해성 및 불활성 유기물은 오존가용화설비로 이송되어 스크린과 일체형 산기장치를 통하여 협잡물제거와 동시에 메탄을 탈기하고, 미분해조를 거쳐서 고형분의 입경을 작게 하여 비표면적을 크게 하였다. 비표면적이 커진 슬러지는 오존과 반응하여 미분해성 및 불활성 유기물이 분해되고, 오존은 기액분리장치로 배기되며, 슬러지는 다시 혐기성 고율 단단 소화조로 배송되어 혐기성 소화조의 영양원으로 공급되도록 하였다.

요약하면, 이 연구대상 공정인 혐기성 고율 단단 소화조 공정은 하수·분뇨처리장에서 발생하는 슬러지 중의 유기물을 대부분 분해, 가스화 및 감량화하여 최종적으로 탈수가 이루어지게 함으로써 무기성 슬러지로 변환시킴으로서 자원화, 소각 등을 통하여 처분되도록 하였다.

2.1.1. 기계식 농축

기존의 디스크형 농축기에서 발생하는 슬러지의 농축률은 평균 2~3% 정도로 중력식 농축조와 비교하여 농축효율은 크게 차이나지 않았다. 이러한 문제점을 개선하기 위하여 본 연구에서는 기존의 디스크형 농축장치에 스크류형 농축기를 함께 적용하였다.

개선된 스크류 부착형 디스크형 슬러지 농축기는 발생하는 슬러지를 유입시켜 디스크형 슬러지 농축기에서 농축시키고, 이렇게 농축된 슬러지를 스크류로 인발하여 다시 한번 농축시키도록 하여 농축효율을 개선하고자 하였다. 이러한 방식으로 발생되어지는 고농축슬러지를 혐기성 고율 단단 소화조에 투입함으로써 SRT (solids retention time)를 증가시키고, 적절한 HRT (hydraulic retention time)를 유지할 수 있고, 혐기성 미생물의 씻김 현상을 방지할 수 있어서 소화효율을 증가시키는데 중요한 역할을 하도록 하였다.

2.1.2. 혐기성 소화의 교반

본 연구대상시설에 설치된 혐기성 소화조는 유효용량 640 m³ (D 7.5 m × H 14.4 m), 유체는 처리장에서 발생하는 슬러지로서 밀도 1,050 kg/m³, 점도 200 cP (cent poise), 온도 평균 37℃, 이 때 고형물 농도는 TS 5~6%를 기준으로 하여 교반기를 설계하였다.

본 연구에서 기계식 교반은 전력량 2.2 kWh, 회전수는 17 rpm으로, 원리는 Fig. 2에서 나타낸 바와 같이 교반날개가 회전하면서 슬러지를 수직방향으로 밀어내어 조 내에서 이상적인 순환류가 발생할 수 있도록 하였다. 또한, 고농도의 슬러지(TS 6%)에 대하여서도 조의 하부에서 벽에 접한

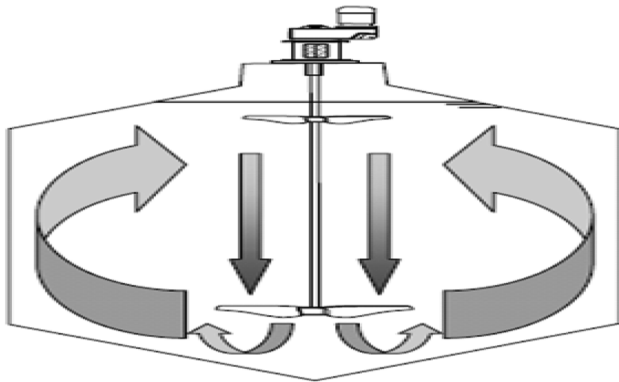


Fig. 2. The movement of fluid with mixing in the anaerobic single-single digester process.

부분에서 상승하며 중심을 향한 후 하향하여 혼합되어지도록 설계하였다.

이 기계식 교반장치는 기존의 시설에서 사용되어 오던 가스식 교반방식에 비하여 동력이 1 m³당 75% 이상의 동력비 절감효과가 있었으며, 교반강도도 10% 이상 향상되었다. 또한, 기계적 교반장치의 교반강도는 지속시간이 일정한 반면, 가스식 교반은 서서히 올라가며, 교반강도를 갖기 위한 지속시간도 오래 걸렸다.

2.1.3. 혐기성 고율 단단 소화설비

기존의 혐기성 2단 소화조 중 1단소화의 교반에 의한 가수분해와 산생성단계, 2단 소화조의 침강분리에 의한 메탄 발효단계의 2단조로 분리하여 이루어지게 하는 것을 기계식 교반에 의한 교반효율 증대와 전단의 농축설비에 의한 안정적인 고농도의 슬러지 유입으로 혐기성 고율 단단소화조로 구성이 가능하도록 개선하였다.

이러한 혐기성 고율 단단 소화조는 기계식 교반기, 가온성 보일러, 열교환설비, 가스홀더, 탈황설비, 잉여가스 연소장치로 구성되어 있다. 기계식 교반기는 혐기성 소화조로 유입되는 슬러지와 혐기성 미생물의 접촉횟수를 증가시켜 유기물의 분해를 도와줌과 동시에 온도 및 pH 등의 혐기성 미생물의 생육조건을 조내에 균질하게 형성시켜 주는 역할을 한다.^{6,7)}

2.1.4. 슬러지 가용화

본 연구에서는 기존 시설의 문제점인 세포벽의 고분자성으로 인한 혐기성 유기물의 소화방해 작용을 해결하기 위하여 오존가용화설비를 사용하였다. 오존가용화 설비의 가동은 혐기성 고율 단단 소화조에서 슬러지를 인발하여 스크린을 거치면서 슬러지 중의 혐잡물을 제거하고, 미분화조를 거치면서 고형분의 입도가 줄어들어 오존과 접촉되는 비표면적이 증가하는 효과를 나타내도록 하였다.⁸⁾ 이렇게 미분화된 슬러지는 오존반응기에 투입되는 오존과 반응을 하여 미분해·불활성 유기물과 산화·분해 반응을 일으키

Table 1. The sampling site of the anaerobic single-single digester process

Process	Sampling site
Input sludge	Sludge drawing pipe
Thickened sludge	Thickened sludge output pipe
Digestion sludge	Sludge circulation pipe
Solubilization sludge	Rear part of gas-liquid separator
Input ozone	Ozone generator
Output ozone	○ Ozone absorptance : Rear part of reactor 2
	○ Environmental assessment : Rear part of output ozone dismantler

Table 2. Analytical items of the samples at the anaerobic single-single digester process

process	analysis item	Times
Input sludge	○ Input sludge conc. (mg/L) and Flow (m ³ /day)	25
	- TS, VS, Temp., pH, Flow	12
	- TCOD _{Cr} , SCOD _{Cr} , T-N, T-P, SS	
Disc-type concentrator attached screw	○ Thicken sludge conc. (mg/L) and Flow (m ³ /day)	25
	- TS, VS, Temp., pH, Flow	12
	- TCOD _{Cr} , SCOD _{Cr} , T-N, T-P, SS	
Anaerobic single-type digester	○ pH, Temp., HRT, ORP	25
	○ Alkalinity, VFAs	5
Anaerobic single-type digester effluent	○ Effluent conc. (mg/L) and Flow (m ³ /day)	25
	- TS, VS, Temp., pH, Flow	12
	- TCOD _{Cr} , SCOD _{Cr} , T-N, T-P	
Ozone solubilization facility	○ Solubilization sludge conc. (mg/L) and flow (m ³ /day)	20
	- TS, VS, Temp., pH, Flow	10
	- TCOD _{Cr} , SCOD _{Cr} , T-N, T-P	
	○ BMP test (Ozone solubilization before and after)	2
Dehydrator	○ Output (ton/day)	25
	○ TS, VS	5
	○ Water contents (%)	5
Gas refining facility	○ CH ₄ , CO ₂ , H ₂ S, NH ₃ (%)	12
Biogas production efficiency	○ VS/TS (%), Bio gas production	25

도록 하였다. 이때, 오존 처리된 슬러지는 기액분리조를 거쳐서 다시 혐기성 고율 단단 소화조로 반송하여 혐기성 미생물이 분해하지 못한 유기분에 대하여 다시 반응이 일어나도록⁹⁾ 하였으며, 배가스는 습식탈황장치를 거치고, 잔여 오존에 대해서는 배오존 파괴기를 거쳐서 산소로 분해하여 외기로 배출하도록 하였다(Fig. 1).

2.2. 연구기간 및 시료채취지점

대상시설에 대한 연구는 Table 2에서 보는 바와 같이, 2010년 3월부터 2010년 6월까지 4개월간 25회의 분석을 실시하였으며, 처리특성 및 오염부하량 변화에 따른 영향을 고려하여 연구시기를 월별로 분산하였고, 연구 이전인 2009년 11월 11일에서 11월 20일까지 운전한 자료를 이용하여 개선된 시설의 효율성 검증에 실시하였다. 연구의 공정에 따른 시료 채취지점은 Table 1에 나타내었다.

2.3. 연구방법

본 연구에서는 충청북도에 위치하고 있는 생활하수 및 분뇨를 처리하는 18,000 m³/일 규모의 옥천 하수종말처리장 실증시설을 대상으로 하였으며, 공정단계별 운전조건 및 유량조사, 슬러지의 고형물 및 유기물 거동 조사, 스크류 부착형 디스크형 슬러지 농축효율 조사로 구분하여 진행하였다.

이에 대한 공정별 분석항목은 Table 2에서 제시하였으며, 분석방법은 수질오염공정시험기준, 대기오염공정시험기준, KS I 3206, APHA 등 공인된 시험방법을 사용하여 분석하였다.

3. 결과 및 고찰

3.1. 슬러지 성상 및 발생현황

연구대상 하수처리장은 기존에는 스크린, 침사지, 1차 침전지, 포기조, 최종침전지로 구성된 표준활성슬러지 공법이었으나, 연구기간인 2010년 3월~6월의 경우 스크린, 침사지, 1차 침전지, KSMBR공법으로 시설을 개량하여 시운전 하였다.

2010년 3월~2010년 6월까지 총 4개월의 평가기간 중 혼합슬러지의 온도는 최저 9.0℃, 최고 21.8℃로 나타났으며, pH는 평균 6.3 (5.7~6.9)이었다. 혼합슬러지의 평균 유기물질 오염농도는 TS 27,242 mg/L, VS 20,422 mg/L, TCOD_{Cr} 24,233 mg/L, SCOD_{Cr} 1,335 mg/L, SS는 17,755 mg/L이었으며, 총질소와 총인의 평균농도는 각각 1,874 mg/L, 339 mg/L이었다. 혼합슬러지의 VS/TS비는 평균 74%, SCOD_{Cr}/TCOD_{Cr} 비는 평균 6.2%로 나타났다.

대상시설에서 발생되어지는 슬러지 발생량 변화는 Fig. 3에서 제시하였다. 평가기간동안 생슬러지(초침슬러지)는 135.9 m³/day (112.0 m³/day~164.0 m³/day), 잉여슬러지(중침슬러지)는 148.0 m³/day (103.4 m³/day~192.3 m³/day), 분뇨는 40.2 m³/day (19.6 m³/day~86.1 m³/day) 발생하였다. 발생되어지

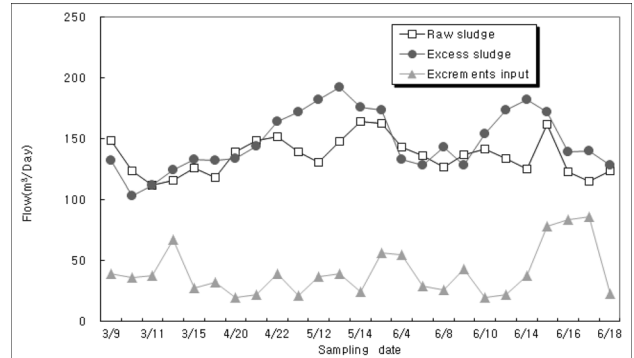


Fig. 3. Sludge production of the wastewater treatment plant.

는 생슬러지 및 잉여슬러지는 펌프에 의하여 1:1로 혼합되어 디스크형 농축기로 동시에 인발되어지며, 이때 생슬러지 및 분뇨슬러지량이 연구기간 중 크게 변화가 없어 농축기로 유입되어지는 혼합슬러지도 안정된 상태를 유지하는 것을 확인하였다.¹⁰⁾

연구기간동안 혼합슬러지의 TS 및 VS변화는 Fig. 4에 나타내었다. 시간에 따른 TS농도와 VS농도 변화는 다소 차이가 있었으나, 변동에 대한 경향은 거의 일정한 것으로 나타났으며, 이에 대한 혼합슬러지의 VS/TS 비는 평균 74%로 조사되었다. 이로 미루어보아 농축기에 유입되어지는 혼합슬러지의 TS대비 VS의 비율은 거의 일정하게 유지되고 있음을 확인할 수 있었으며,¹¹⁾ 이는 시설개선 이전에 생슬러지와 잉여슬러지의 비율을 조정하지 않을 시기에 문제점인 혼합슬러지의 불안정된 농도투입으로 인한 문제점을 해결한 부분이다.

3.2. 스크류 부착형 디스크 농축기

3.2.1. 농축기 유입 및 처리유량

연구기간동안 스크류 부착형 디스크 농축기에 유입되어지는 혼합슬러지(생슬러지 : 잉여슬러지 = 1 : 1)의 유입 유량은 65.4 m³/day~128.4 m³/day 범위에서 평균 99.9 m³/day로 유입되었으며, 농축기에서 발생되어지는 농축슬러지의 처리 유량은 평균 31.2 m³/day (23.2 m³/day~40.6 m³/day)로 조사되어, 혼합슬러지 유입유량과 농축슬러지 처리유량은 평균 3.2배 차이가 나는 것으로 확인되었다.

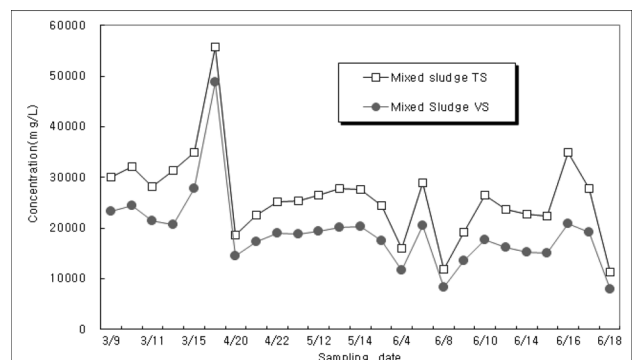


Fig. 4. Variation of TS and VS concentration at the mixed sludge of the wastewater treatment plant.

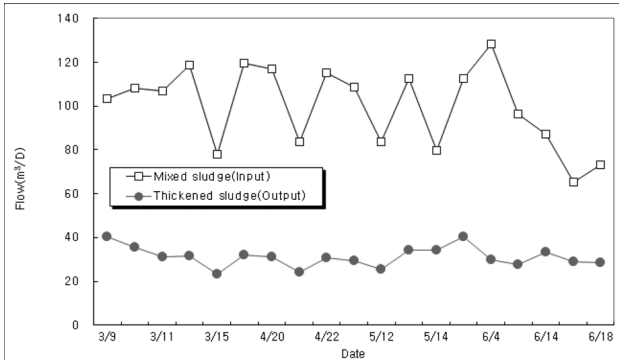


Fig. 5. Input or output sludge flow rate in the sludge concentrator.

이로 미루어 보아, 본 연구대상시설에서 사용된 스크류 부착형 디스크 농축기는 유입유량을 평균 3.2배 농축할 수 있는 시설로 확인하였으며, 이에 대한 비율 정도로 슬러지가 농축될 것으로 예상하였다. 또한, 유입되어지는 혼합슬러지의 유량이 다소 변화가 있을 지라도 농축기에서 발생되어지는 농축슬러지의 유량은 어느 정도 일관성을 유지하는 것으로 확인되었으며, 이로 미루어 보아 농축기의 안정된 운전조건을 확인할 수 있었다. 이에 대한 연구기간 동안의 농축기에 대한 혼합슬러지 유입 및 처리 유량의 변화를 Fig. 5에 나타내었다.

3.2.2. 슬러지 농도변화

혼합슬러지 및 농축슬러지의 TS 농도 변화는 Fig. 6에 나타내었다. 혼합슬러지의 TS 농도는 11,355 mg/L~55,700 mg/L 범위이고, 평균적으로는 27,242 mg/L의 농도를 나타내었으며, 농축슬러지의 경우는 45,075 mg/L~108,580 mg/L 범위, 평균 70,890 mg/L의 값을 보였다. 본 연구에 있어 생슬러지와 잉여슬러지를 1:1로 혼합하여 농축기로 유입되어지는 혼합슬러지의 농도는 생슬러지에 대한 농도의 영향을 많이 받게 되는데, 이는 기존의 중력식 농축조를 생슬러지 저류조로 활용하고, 기존의 슬러지 인발배관을 이용하여 슬러지를 농축기로 이송하여 저류의 슬러지 농도가 높은 부분이 주로 유입되기 때문이다.

연구대상 시설 적용이전인 2009년 11월에 실시한 사전 연구에서는 혼합슬러지 농도(13,800 mg/L~23,410 mg/L, 평균 17,685 mg/L) 대비 농축슬러지(17,800 mg/L~31,000 mg/L, 평균 22,227 mg/L)의 농축효율이 평균 1.2배에 불과하여 원심분리형 농축기의 효율이 거의 없었으며, 이에 대한 결과는 Fig. 7에서 나타내었다. 즉, 이 연구대상 시설인 스크류 부착형 디스크형 농축기의 가동으로 인하여 슬러지의 농도가 평균 2.6배 높아졌음을 확인하였으며, 이로 미루어 보아 본 설비의 개선으로 인하여 기존에 문제시되었던 혐기성 소화조의 높은 기질농도 투입 및 기존 혐기성 소화조 내에 부족한 탄소원을 충족시키고자하는 본 연구의 목적을 달성할 수 있음을 확인하였다.

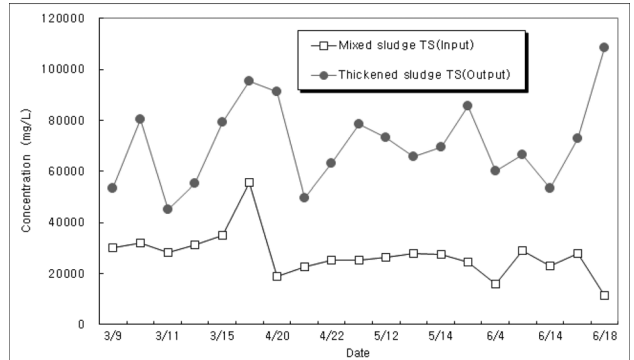


Fig. 6. Variation of TS concentration at input or output in the sludge concentrator.

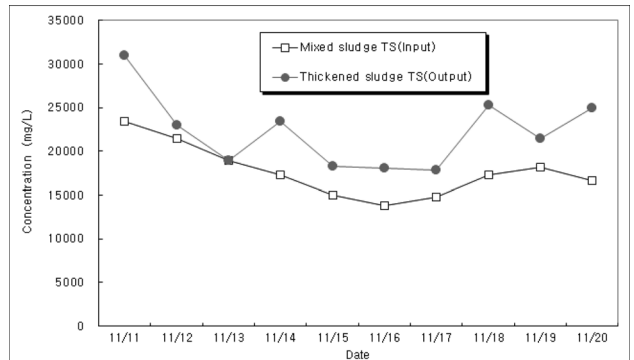


Fig. 7. Variation of TS concentration at input or output in the sludge concentrator before improvement.

3.2.3. 고형물량 변화

Fig. 8에서는 농축에 의한 고형물량 변화를 나타내었다. 혼합슬러지의 고형물량은 평균 2,749 (831~6,662) kg TS/day 이었으며, 농축슬러지의 고형물량은 평균 2,213 (1,192~3,473) kg TS/day로 조사되었다.

고형물 회수율은 연구기간동안 거의 일정하게 나타났으며, 농도기준 평균 93.8 (67.0~97.6)%를 보였으며, 총량기준으로는 평균 95.7%를 보였다. 즉, 연구대상 시설인 농축기에서의 농축여액으로 인한 고형물 부하의 손실은 4.3%에 불과하며, 평균 95.7%의 고형물 부하가 혐기성 소화조로 유입됨을 알 수 있다.

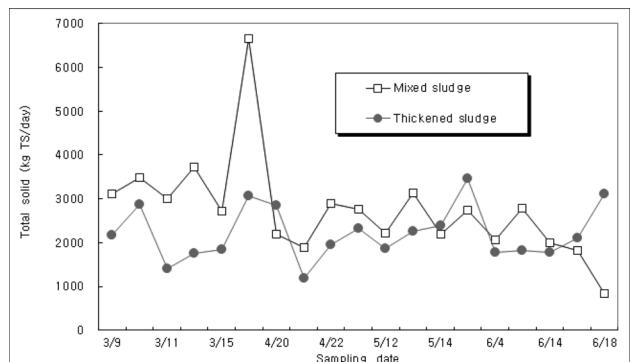


Fig. 8. The variation of TS loading at the sludge concentrator.

3.3. 혐기성 단단 소화조

3.3.1. 기계식 교반기 교반효율

농축기에서 유입되는 농축슬러지를 소화시키기 위한 혐기성 소화조의 교반방법으로 본 연구대상시설 적용 이전에는 Fig. 9(a)에서 제시된 가스식 교반방법을 사용하였다. 이 방법은 횡축이 긴 주판알식 혐기성 소화조에는 적합하지 않은 방법으로 교반을 위한 가스 송풍시 소화조 상부의 넓은 범위에 대해서 교반효율이 있으나, 하부에 대해서는 사공간이 약 20% 정도 이상이 발생하여 안정적인 혐기성 소화조의 운전이 어려운 단점을 가지고 있다.¹²⁾

이에 대한 개선방안으로 본 연구에서는 기존의 가스식 교반방식이 아닌 Fig. 9(b)에서 제시된 임펠라형 기계식 교반방식을 사용하였으며, 기계식 교반방식의 경우 소화조의 약 80% 정도에 대해서 교반속도 0.1 m/s의 속도로 교반이 되며 혐기성 소화조 하부에 대한 사공간은 2% 미만 발생하여 안정적인 소화조 운전이 가능하다는 장점을 가지고 있다.

본 연구에서는 기계식 교반방식의 적용에 앞서 기존의 가스식 교반방식과의 비교를 위하여 공학용 CFD (Computational fluid dynamic) 프로그램인 FLUENT를 사용하여 혐기성 소화조 내의 사공간의 감소를 확인하였으며 이에 대한 결과는 Fig. 9(b)에서 제시하였다. CFD분석결과, 기존의 가스식 교반방식으로는 상부에서만 교반이 일어나, 하부에는 사공간인 존재함을 알 수 있었고, 이에 대한 대안으로 기계식 교반방식의 적용시에는 사공간이 없이 전체적인 교반이 가능함을 알 수 있었다.

3.3.2. 슬러지의 성상

농축슬러지의 온도는 최저 9.0°C, 최고 23.9°C로 나타났으며, pH는 평균 5.7 (4.3~6.7)인 것으로 나타났다. 농축슬러지의 평균 농도는 TS 70,890 mg/L, VS 52,729 mg/L, TCOD_{Cr} 43,117 mg/L, SCOD_{Cr} 2,490 mg/L, SS는 42,475 mg/L이었으며, 총질소와 총인의 평균농도는 각각 3,239 mg/L, 863 mg/L이었다. 농축슬러지의 VS/TS비는 평균 74%, SCOD_{Cr}/TCOD_{Cr}비는 평균 6.38%로 나타났다.

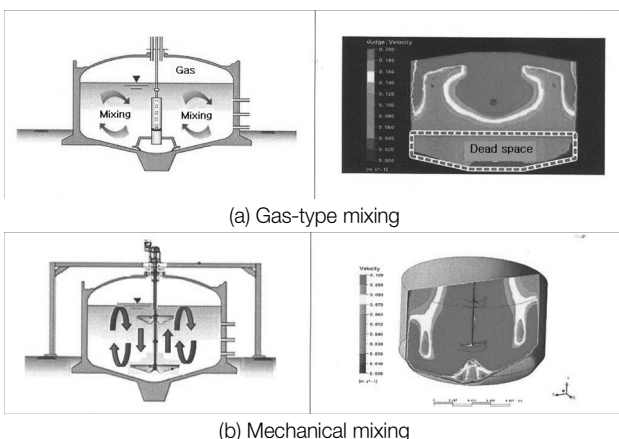


Fig. 9. CFD analysis of the anaerobic single-single digester process by the mixing types.

3.3.3. 혐기성소화조 운전인자 변화

일반적으로, 혐기성 소화조의 미생물의 안정적인 운전을 위한 운전조건으로 제일 중요한 것이 pH와 온도이다. 특히, 중온혐기성 미생물에게 온도는 민감하게 작용한다. 본 연구대상 시설인 혐기성 소화조의 온도는 평균 32.6 (28.3~39.0)°C로 조사되었으며, pH는 평균 7.3 (6.6~7.5)으로 조사되었다. 혐기성 소화조의 ORP는 평균 -323.1 (-399.5~278.0) mV로 조사되었다. 혐기성소화조의 알카리도 및 유기산 농도는 연구수행 기간 동안 25회 측정하였으며, 알카리도는 평균 4,732 mg/L, 유기산 농도는 평균 1,486 mg/L로 조사되었다.

3.3.4. 소화가스 발생량 및 소화효율

혐기성 소화조의 소화가스 발생량은 Fig. 10에 제시하였다. 소화가스 발생량은 오존 가용화 전 시기인 1~5회에 평균 116.0 (113.0~117.0) Nm³/day로 나타났으며, 가용화 후 시기인 6~20회에는 평균 215.0 (174.0~243.0) Nm³/일로 조사되었다. 즉, 오존 가용화 전 시기에는 평균 116.0 Nm³/day로 낮은 값을 나타내었으며, 오존 가용화 이후에는 점차 증가하는 경향을 보였으며, 이는 오존 가용화 슬러지가 혐기성 소화조로 반송되어지는 결과라고 보여진다.

소화가스 내 성분분석 결과 CH₄는 평균 60.6 (50.4~64.4)%의 분포를 보였으며, CO₂는 평균 34.1 (29.9~45.7)%의 분포를 보이는 것으로 조사되었다. 또한, H₂S는 평균 309.3 (68.4~945.5) ppm의 분포를 보였으며, NH₃는 미량 존재하는 것으로 조사되었다.

Fig. 11은 VS를 기준으로 한 혐기성 소화조의 소화효율을 나타내었다. 이는 농축슬러지 대비 소화슬러지의 VS감소율로서 나타내었으며, 가용화 전 시기에는 평균 47.6 (40.2~61.0)%로 나타났으며, 가용화 후 시기에는 평균 54.6 (32.9~80.2)%로 조사되어, 평균 14.7% 증가하는 것으로 나타났다.

시간에 따른 VS 제거량 당 소화가스 발생량은 Fig. 12에서 나타내었다. VS 제거당 소화가스 발생량은 가용화 전 시기에는 평균 0.18 (0.09~0.27) Nm³/kg VS removal로 나타났으며, 가용화 후 시기에는 평균 0.26 (0.10~0.48) Nm³/kg VS removal로 조사되었다. Fig. 12에서 보는 바와 같이, 시간에

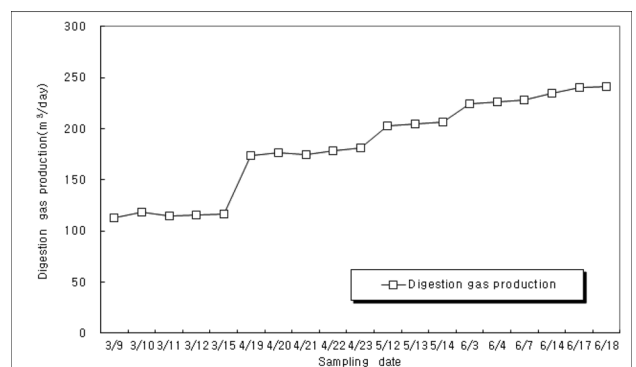


Fig. 10. Gas production of the anaerobic single-single digester process before/after ozone treatment.

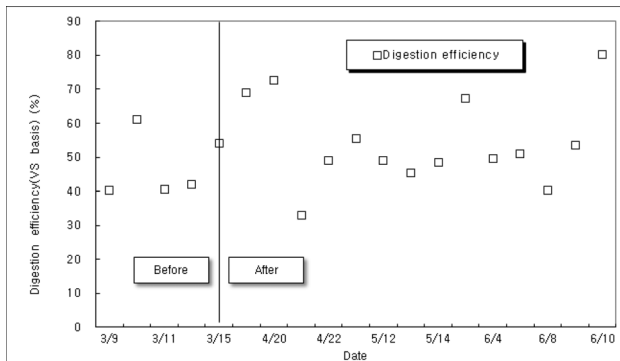


Fig. 11. Digestion efficiency of the anaerobic single-single digester process before/after ozone treatment.

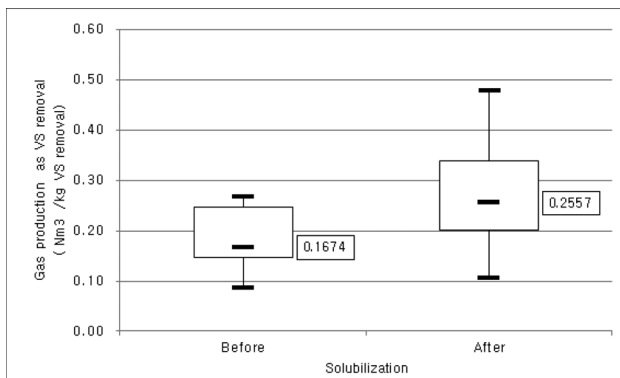


Fig. 12. Gas production of the anaerobic single-single digester process.

따른 VS 제거량 당 소화가스 발생량은 가용화 이후에 점차적으로 증가하는 경향을 보이고 있으며, 가용화 이전에 비하여 평균 1.4배 향상된 것으로 나타났다. 이때, 초기에 다소 값이 낮게 나온 것은 가용화 가동으로 인한 초기 안정화에 다소 시간이 걸린 것으로 판단된다.

4. 결론

이 연구는 충북에 위치한 혐기성 소화 시스템에 농축 및 교반, 가용화 설비를 설치하고, 기존의 2단 소화조에서 단단소화조로 개선함으로써 소화효율 및 바이오가스의 발생량을 증대시킬 수 있는 방안을 마련하고자 실시되었으며, 그 실험결과 다음과 같은 결론을 도출할 수 있었다.

첫째, 대상시설의 혼합슬러지 유입량은 평균 99.9 (65.4~128.4) m³/day이었으며, TS 27,242 mg/L, VS 20,422 mg/L, TCOD_{Cr} 24,233 mg/L, SCOD_{Cr} 1,335 mg/L, SS는 17,755 mg/L이었으며, 총질소와 총인의 평균농도는 각각 1,874 mg/L, 339 mg/L이었다.

둘째, 혼합슬러지의 VS/TS비는 평균 74%, SCOD_{Cr}/TCOD_{Cr}비는 평균 6.2%이었다. 농축슬러지의 온도는 최저 9.0℃, 최고 23.9℃로 나타났으며, pH는 평균 5.7 (4.3~6.7)이었다.

농축슬러지의 평균농도는 TS 70,890 mg/L, VS 52,729 mg/L, TCOD_{Cr} 43,117 mg/L, SCOD_{Cr} 2,490 mg/L, SS는 42,475 mg/L이었으며, 총질소와 총인의 평균농도는 각각 3,239 mg/L, 863 mg/L이었다. 또한, 농축슬러지의 VS/TS비는 평균 74%, SCOD_{Cr}/TCOD_{Cr}비는 평균 6.38%로 나타났다.

셋째, 혐기성 소화조의 온도는 평균 32.6 (28.3~39.0)℃로 가동하였으며, pH는 평균 7.3 (6.6~7.5)로 가동하였다. 소화가스 발생량은 오존가용화 이전의 경우, 평균 193.8 (167.0~233.0) m³/day로 나타났으며, 오존가용화 이후의 경우 평균 386.0 (212.0~502.0) m³/day로 나타났다. 소화효율은 가용화 이전의 경우 평균 47.6 (40.2~61.0)%로 나타났으며, 가용화 이후의 경우 평균 54.6 (32.9~80.2)%로 조사되었다. VS 제거당 소화가스 발생량은 오존가용화 전이 평균 0.30 (0.14~0.42) Nm³/kg VS removal로 나타났으며, 오존가용화 후가 평균 0.42 (0.14~0.73)%로 조사되었다.

KSEE

참고문헌

1. 이영우, “고율 이단 혐기성 소화조를 이용한 음폐수 처리 특성,” 한밭대학교 산업대학원 석사 학위 논문(2010).
2. 한국환경공단, “소화조 운영실태 정밀진단 결과보고,” (2005).
3. Owen, W. P., Stuckey, D. C., Healy, J. B., Young, L. Y. and McCarty, P. L., “Bioassay for monitoring biochemical methane potential and anaerobic toxicity,” *Water Res.*, **13**, 485~492(1979).
4. Malina, J. F. and Pohland, F. G., “Design of Anaerobic Processes for the Treatment of Industrial and Municipal Wastes,” *Technomic Publishing*, pp. 173~182(1992).
5. Shelton, D. R. and Tiedje, J. M., “General Method for determining anaerobis biodegradation potential,” *Appl. Environ. Microbid.*, **47**, 850~857(1984).
6. Christophersen, T. H., Kjeldsen, P. and Lindhardt, B., “Gas-generating Process in landfills,” E & FN SPON, London, pp. 24~49(1996).
7. Gujer, W. and Zehnder, A. J. B., “Conversion process in anaerobic digestion,” *Water Sci. Technol.*, **15**, 127~167(1983).
8. Eastman, J. A. and Ferguson, J. F., “Solubilization of anaerobic particulate organic carbon during the acid phase of anaerobic digestion,” *J. WPCF*, **53**, 352~366(1981).
9. Lawrence, A. W., “Application of process kinetics to design of anaerobic processes,” American Chemical Society, Cleveland, Ohio(1971).
10. Bradley, D. E. and Angus, J. P., “Benthic metabolism and nitrogen cycling in a subtropical east Australian estuary (Brunswick): Temporal variability and controlling factor,” *Limnol. Oceanogr.*, **50**(1), 81~96(2005).
11. Angelidaki, I. and Ahring, B. K., “Anaerobic digestion of manure at different ammonia loads : effect of temperature,” *Water Res.*, **28**, 727~731(1994).
12. Bartlett, K. B. and Harriss, R. C., “Review and assessment of methane emissions from wetlands,” *Chemosphere*(1993).